



TUGAS AKHIR - TF 141581

**OPTIMASI KONDISI OPERASI PROSES
PENCAIRAN GAS ALAM DENGAN
PENDEKATAN ANALISIS TERMODINAMIK
MENGUNAKAN ALGORITMA GENETIKA**

ANTON WIDODO
NRP. 2411 100 004

Dosen Pembimbing
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

JURUSAN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016



FINAL PROJECT - TF 141581

**OPERATING CONDITION OPTIMIZATION
NATURAL GAS LIQUEFACTION PROCESS WITH
THERMODYNAMICS APPROACH ANALYSIS
USING GENETIC ALGORITHM**

ANTON WIDODO
NRP. 2411 100 004

Supervisor
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016

LEMBAR PENGESAHAN

OPTIMASI KONDISI OPERASI PROSES PENCAIRAN GAS ALAM DENGAN PENDEKATAN ANALISIS TERMODINAMIK MENGGUNAKAN ALGORITMA GENETIKA

TUGAS AKHIR

Oleh :

Anton Widodo

NRP : 2411 100 007

Surabaya, 22 Januari 2016

Mengetahui/Menyetujui

Pembimbing

Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

NIPN. 19710702 199802 1 001

Ketua Jurusan
Teknik Fisika FTI-ITS

Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D.

NIPN. 19780902 200312 1 002

LEMBAR PENGESAHAN

OPTIMASI KONDISI OPERASI PROSES PENCAIRAN GAS ALAM DENGAN PENDEKATAN ANALISIS TERMODINAMIK MENGGUNAKAN ALGORITMA GENETIKA

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada

Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

ANTON WIDODO

NRP. 2411 100 004

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D. (Pembimbing)
2. Ir. Ya'umar, M.T. (Ketua Penguji)
3. Dr.Bambang L.W., S.T., M.T. (Penguji I)
4. Dr.-Ing. Doty Dewi Risanti, S.T., M.T. (Penguji II)
5. Arief Abdurrahkman S.T, M.T. (Penguji III)

**SURABAYA
JANUARI 2016**

OPTIMASI KONDISI OPERASI PROSES PENCAIRAN GAS ALAM DENGAN PENDEKATAN ANALISIS TERMODINAMIK MENGGUNAKAN ALGORITMA GENETIKA

Nama Mahasiswa : Anton Widodo
NRP : 24 11 100 004
Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

Abstrak

Pada penelitian ini *operating expenditure* (OPEX) pada proses *propane precooling mixed refrigerant* (C3MR) menjadi bahan kajian. Nilai OPEX dihitung dari biaya yang dibutuhkan untuk system kompresi, dan pendinginan. Untuk mengurangi biaya operasi dari proses maka diperlukan perlakuan khusus salah satunya adalah dengan mengoptimasi kondisi operasi plant. Nilai OPEX dijadikan sebagai fungsi objektif dari optimasi. Metode *Genetic Algorithm* (GA) digunakan untuk meminimalkannya. Tekanan (P), *mass flow rate* (m) propane dan komposisi dari *mixed component refrigerant* (MCR) menjadi variabel dalam penelitian ini beberapa constraint termasuk *overall heat transfer area* (UA) dari *heat exchanger* dan *pressure drop* pada setiap komponen. Hasil dari optimasi menunjukkan biaya operasi dapat disimpan sampai 6,24% menjadi 112,347 \$/tonne LNG. Efisiensi *exergy* juga mengalami peningkatan dari 7,13% menjadi 14,10% dengan kondisi operasi tekanan dan *mass flow propane* refrigerant sebesar 1,599 MPa, 325,452 kg/s serta tekanan dan *mass flow* MCR refrigerant sebesar 5,499 MPa, 168,516 kg/s.

Kata Kunci: Biaya Operasi, Proses Pencairan Gas Alam, *Propane Precooling Mixed Refrigerant*, Algoritma Genetika

OPERATION CONDITION OPTIMIZATION NATURAL GAS LIQUEFACTION PROCESS WITH THERMODYNAMICS APPROACH ANALYSIS USING GENETIC ALGORITHM

Name : Anton Widodo
NRP : 24 11 100 004
Department : Department of Engineering Physics
Supervisor : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

Abstract

Operating expenditure (OPEX) in the process of propane pre-cooling mixed refrigerant (C3MR) is the research object. Value of OPEX is measured from amount cost for compression system, and refrigeration. It is needed specific treatments to decrease amount cost of operation from the process; one of them is optimizing the condition of plant operation. The value of OPEX is as an objective function from optimization. Genetic Algorithm (GA) is used to minimize it. Pressure (P), mass flow rate (m) propane and the composition of mixed component refrigerant are the variable in this research, some constraint including overall heat transfer area (UA) from heat exchanger and pressure drop in each component. The result of optimization shows the effort from amount cost of operation can be stored until 6.24% become 112.347 \$/tonne LNG. Exergy efficiency also increases from 7.13% to 14.10% with operating condition pressure and mass flow rate propane refrigerant are 1.599, MPa, 325.452 kg/s and pressure and mass flow rate MCR refrigerant are 5.499 MPa, 168.516 kg/s.

Key words : *Operating Expenditure, Process of Natural Gas Liquefaction, Propane Pre-cooling Mixed Refrigerant, Genetic Algorithm*

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis kepada Allah SWT, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini. Tidak lupa juga penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada keluarga dan para sahabat. Oleh karena dukungan mereka, penulis mampu menyusun laporan tugas akhir yang berjudul:

“OPTIMASI KONDISI OPERASI PROSES PENCAIRAN GAS ALAM DENGAN PENDEKATAN ANALISIS TERMODINAMIK MENGGUNAKAN ALGORITMA GENETIKA”

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam Program Studi S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D. selaku dosen pembimbing tugas akhir ini, yang selalu memberikan semangat dan ide ide baru.
2. Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D. selaku ketua jurusan Teknik Fisika ITS sekaligus penguji tugas akhir saya.
3. Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA. selaku dosen wali penulis.
4. Segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di jurusan Teknik Fisika - ITS.
5. Segenap keluarga penulis yang telah memberikan dukungan penuh terhadap penyelesaian tugas akhir ini.
6. Rekan-rekan F46 dan warga Teknik Fisika - ITS, yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian.
7. Hardhian Restu, Riza Aris, Nur Kholish, Moammar Arief, Biga Arisandi, Afif Rachman A., Zainul Arifin, Akhmad Faruq, Nur Rahmatinnisa Aulia Guntar, Aulia Rifqo Sarah, Shilvia Kurniawati, Firda, atas doa dan dukungannya.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 22 Januari 2016

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL	i
COVER PAGE	iii
LEMBAR PENGESAHAN	v
ABSTRAK.....	ix
ABSTRACT	xi
KATA PENGANTAR	xiii
DAFTAR ISI.....	xv
DAFTAR GAMBAR	xvii
DAFTAR TABEL.....	xix
DAFTAR SINGKATAN DAN NOTASI	xxi
BAB I PENDAHULUAN	xxi
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah.....	4
1.3 Tujuan.....	4
1.4 Lingkup Kerja.....	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1 <i>Liquefaction</i> LNG	5
2.2 Analisa <i>Steady State</i> Keseimbangan Energi	6
2.3 Analisa <i>Steady State</i> Keseimbangan <i>Exergy</i>	7
2.4 <i>Genetic Algorithm</i>	13
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	17
3.1 Sitem yang Dikaji	17
3.2 Tahapan Penelitian.....	17
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN	29
4.1 Pemodelan Plant dan Validasi Plant	29
4.2 Optimasi Plant	32
4.3 Hasil Optimasi	33
4.4 Pembahasan	35
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	37
5.1 Kesimpulan.....	37
5.2 Saran	37
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	
BIODATA PENULIS	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Skema Proses APCI	6
Gambar 2.2 Seleksi <i>Roulete Wheel</i>	14
Gambar 2.3 Proses <i>Crossover</i> pada GA	15
Gambar 2.4 Proses <i>Mutation</i> pada GA	15
Gambar 3.1 <i>Flow Chart</i> Metodologi Penelitian	19
Gambar 3.2 PFD <i>Plant Liquefaction</i> yang Dikaji	20
Gambar 3.3 <i>Flow Chart</i> Perancangan <i>Genetic Algorithm</i>	26
Gambar 4.1 Hasil Perhitungan Nilai OPEX	33

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1 Kondisi Feed <i>Natural Gas</i>	18
Tabel 3.2 <i>Tuning</i> Parameter GA	24
Tabel 3.3 Variabel Optimasi	24
Tabel 3.4 Batasan – Batasan pada Optimasi	25
Tabel 4.1 Perbandingan Nilai Temperatur Luaran <i>Tube</i> dan <i>Shell Heat Exchanger</i>	30
Tabel 4.2 Perbandingan Nilai Temperatur Luaran <i>Tube</i> dan <i>Shell</i> MCHE	30
Tabel 4.3 Perbandingan Nilai Temperatur Luaran <i>Mixer</i>	31
Tabel 4.4 Perbandingan Nilai Temperatur Luaran Kompresor ..	31
Tabel 4.5 Perbandingan Nilai Temperatur Luaran <i>JT Valve</i>	31
Tabel 4.6 Hasil Optimasi	34

DAFTAR SINGKATAN DAN NOTASI

Singkatan

LNG	: <i>Liquefied Natural Gas</i>
OPEX	: <i>Operating Expenditure</i>
MCR	: <i>Mixed Component Refrigerant</i>
GA	: <i>Genetic Algorithm</i>
SMR	: <i>Single Stage Mixed Refrigerant</i>
C3MR	: <i>Propane Precooled Mixed Refrigerant</i>
TS	: <i>Tabu Search</i>
NMDS	: <i>Nelder-Mead Downhill Simplex</i>
MCHE	: <i>Main Cryogenic Heat Exchanger</i>
VLE	: <i>Vapor Liquid Equilibrium</i>
EOS	: <i>Equation of State</i>

Notasi

A	: Luas permukaan terjadinya perpindahan panas (m^2)
c_p	: Kalor jenis ($kJ/kg \cdot ^\circ K$)
e	: Laju <i>exergy</i> (kJ/kg)
\dot{E}_d	: <i>Exergy loss</i> (kJ/s)
h	: Entalpi (kJ/kg)
k	: Interaksi binari antar komponen
\dot{m}	: Laju massa (kg/s)
P	: Tekanan (kPa)
P_c	: Tekanan kritis (kPa)
\dot{Q}	: Laju kalor (kJ/s)
s	: Entropi (kJ/kg)
T	: Temperatur ($^\circ K$)
T_c	: Temperatur kritis ($^\circ K$)
U	: <i>Mean overall heat transfer coefficient</i> ($kJ/sm^2^\circ K$)

V : Volume (m^3/mol)

W : Kerja (kJ/s)

Z : Compressibility factor

ΔT_m : Log mean temperature difference ($^{\circ}\text{K}$)

Simbol Yunani

η : Efisiensi *exergy*

ω : Acentric factor

Konstanta

R : Konstanta gas $8.31434 \text{ J/mol. } ^{\circ}\text{K}$

Subscripts

i : Stream masukan

e : Stream luaran

h : Stream panas

c : Stream dingin



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kebutuhan *natural gas* sebagai sumber energi global saat ini cukup tinggi dan diproyeksikan untuk tahun ke depan akan terus meningkat mencapai 497 Bcf per hari pada tahun 2035 [1]. Kebutuhan pada sektor industri dan pembangkit menjadi yang paling besar mencapai 71 Bcf per hari dan 63 Bcf per hari dengan peningkatan sebesar 1,9% per tahun. Karena integritas dan fleksibilitasnya dalam pasar global, *liquefied natural gas* (LNG) mengalami peningkatan dalam hal pemasaran *natural gas* yang mencapai 3,9% per tahun dan pada tahun 2035 mencapai 46%. *Supply* terbesar masih didominasi oleh Amerika Utara mencapai 99% dan 70% pada tahun 2035. Kawasan Asia Pasifik juga akan mengalami peningkatan dalam hal produksi *natural gas* termasuk Indonesia yang masih memiliki cadangan sebesar 150,7 TSCF pada tahun 2012 [2].

Mengacu pada permintaan LNG yang semakin tinggi, teknologi proses *liquefaction* semakin berkembang mulai dari PRICO *single stage mixed refrigerant* (SMR) lisensi dari Black & Veatch, *optimized cascade* lisensi dari Conoco-Phillips, *single refrigerant* MR, *propane precooled* MR (C3MR) dan AP-X proses lisensi dari APCI, serta C3MR & *dual* MR lisensi dari Shell [3]. C3MR merupakan teknologi yang saat ini banyak digunakan dalam proses *liquefaction* mencapai 77% dari total pasar LNG sejak dioperasikan pertama pada tahun 1972.

Salah satu bagian penting pada proses pembuatan LNG adalah proses *liquefaction* yang merupakan siklus *refrigeration* dimana pada tahap ini *natural gas* yang telah dihilangkan kandungan air, merkuri serta CO₂ nya dan setelah melalui proses *fractionation* yang terdiri dari empat pemisahan yaitu *methane*, *ethane*, *propane* dan *butane* pada proses *treatment* didinginkan dengan metode *cryogenic* dikarenakan titik didih *natural gas* berada pada suhu yang rendah. Seperti sistem pendingin pada umumnya, yang paling mempengaruhi pada sistem ini adalah

sistem kompresi dan proses transfer panas. Dari data perbandingan daya kompresor proses *liquefaction* yang ada pada *base design* penelitian ini, dibutuhkan 98,15% dari total daya pada proses *train*. Daya untuk kompresor didapatkan dari proses *utility* yang berbahan bakar *natural gas* yang diambil dari sebagian hasil pembuatan LNG. Semakin besar daya yang dibutuhkan semakin besar pula produk LNG yang terbuang.

Banyak penelitian yang dilakukan untuk mengurangi biaya operasi, mulai dari pemilihan teknologi yang digunakan sampai optimasi kondisi operasi [4-12]. Penentuan komposisi *mixed component refrigerant* (MCR) dengan menggunakan desain proses pendinginan yang sederhana seperti PRICO yang menggunakan satu tahap *main cryogenic heat exchanger* (MCHE) serta dua buah kompresor untuk tahap kompresinya dilakukan untuk meminimalkan total *shaft work*. Komposisi dan *flow rate* menjadi variabel dengan meminimalkan total energi pada kompresor dan pompa. *Genetic algorithm* (GA) dipilih sebagai *optimizer* karena mampu menyelesaikan permasalahan yang memiliki banyak variabel. Hasilnya efisiensi *exergy* dari proses dapat ditingkatkan. Namun hasil proses ini hanya menghasilkan produk LNG dengan kapasitas yang rendah [4].

Meminimalkan energi pada proses PRICO juga pernah dilakukan dengan *flow rate*, komposisi dan *pressure refrigerant* sebagai desain variabelnya. Proses PRICO disimulasi dengan *software* Aspen HYSYS dan dioptimasi menggunakan metode Tabu Search (TS) dan Nelder-Mead Downhill Simplex (NMDS) [5].

Selain menggunakan desain proses PRICO, penelitian mengenai optimasi proses SMR dengan *non-linear programming* menggunakan *exergy* analisis juga pernah dilakukan [6]. Efisiensi proses dapat ditingkatkan dengan variabel optimasi berupa komposisi MCR, *flow rate* MCR, dan *pressure*. Analisa *exergy* juga digunakan untuk membandingkan performa *shaft work* dan komponen ekspansi untuk empat proses *liquefaction natural gas* skala kecil seperti SMR, *nitrogen refrigerant* dengan dua tingkat ekspansi dan dua proses *open-loop* [7].

Optimasi dengan menggunakan *genetic algorithm* (GA) juga pernah dilakukan pada proses SMR dengan model matematis pada MATLAB. Total konsumsi energi pada proses dapat diminimalkan dengan *pressure*, *flow rate* dan komposisi MCR sebagai variabel optimasi [8]. Meminimalkan biaya kapital pada proses yang sama juga pernah dilakukan dengan *flow rate*, temperatur, serta *pressure* masukan dan luaran kompresor sebagai variabel [9].

Teknologi yang banyak digunakan pada *liquefaction* LNG adalah *propane precooled mixed refrigerant* (C3MR) dengan lisensi APCI. Desain dan kondisi operasi proses C3MR menjadi fokus penelitian dengan delapan fungsi objektif dengan variabel *flow rate* MCR, *pressure* luaran komponen ekspansi dan kompresor, dan temperatur luaran *natural gas* pada *heat exchanger*. Pada penelitian tersebut, hasil terbaik didapat dengan meminimalkan nilai *shaft work* dan *overall heat transfer area* (UA) [10].

Variabel proses seperti *flow rate*, *pressure*, menjadi perhatian khusus untuk mendapatkan nilai efisiensi yang optimal dengan melihat nilai *exergy* pada masukan dan luaran *natural gas* sebelum dan setelah didinginkan. Optimasi dilakukan dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS. Terdapat empat fungsi objektif yang digunakan mulai dari meminimalkan total *shaft work* kompresor, memaksimalkan efisiensi *exergy* dengan *energy expenditure* berupa *shaft work* kompresor dan *cooling duty* dari kondensor serta meminimalkan nilai *operating expenditure* (OPEX) [11].

Komposisi MRC yang digunakan pada penelitian sebelumnya terdiri dari *metane*, *ethane*, *propane*, *butane* dan *nitrogen* [4, 5, 7-11]. Adapula yang tanpa menggunakan *butane* pada komposisinya [6, 12]. Pada penelitian tersebut diperoleh bahwa komposisi MCR dapat mempengaruhi konsumsi energi secara signifikan.

Dari beberapa penelitian di atas maka pada penelitian tugas akhir ini dilakukan optimasi pada proses C3MR dengan meminimalkan nilai OPEX dengan menggunakan pendekatan

steady state hukum termodinamika pada setiap komponen C3MR. Variabel yang digunakan adalah *flow rate*, *pressure*, rasio *mass splitter*, serta komposisi dari MCR. *Optimizer* yang digunakan adalah GA karena menjanjikan global optimum pada fungsi *non linear* dan dapat menyelesaikan masalah yang memiliki banyak variabel seperti pada perhitungan proses C3MR.

1.2 Rumusan Masalah

Masalah yang dibahas pada tugas akhir ini adalah bagaimana cara mengoptimasi kondisi operasi pada proses *liquefaction* LNG dengan meminimalkan biaya operasi menggunakan pendekatan *steady state* hukum termodinamika pada setiap komponen.

1.3 Tujuan

Tujuan dari penelitian tugas akhir ini adalah mengetahui kondisi operasi seperti *pressure* (P), *flow rate* (m) dan komposisi MCR (% mol) pada plant *liquefaction* LNG agar didapatkan nilai OPEX yang minimal.

1.4 Lingkup Kerja

Adapun lingkup kajian penelitian ini adalah pengambilan data proses pada *plant liquefaction* di salah satu pabrik pengolahan gas alam di Indonesia yang disimulasikan pada *software* HYSYS dengan kondisi *steady state*. Kemudian melakukan pemodelan proses *liquefaction* dengan menggunakan analisa *steady state* kesetimbangan massa dan energi pada setiap komponen dan divalidasi dengan data dari HYSYS. Setelah itu membuat perancangan *genetic algorithm* yang akan digunakan sebagai *optimizer* dengan *product function* (*objective function* dan *constraint*) berdasarkan persamaan dan data yang ada. Hasil dari optimasi tersebut kemudian dianalisis untuk dijadikan laporan pada tugas akhir.

BAB II

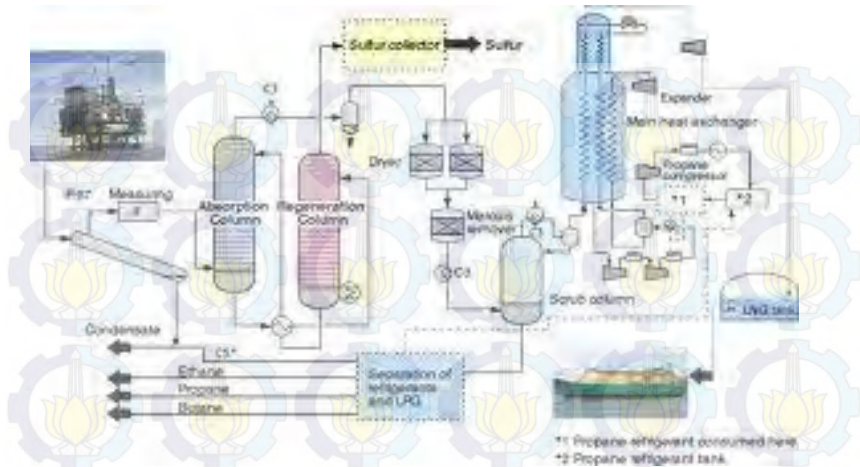
TINJAUAN PUSTAKA

2.1 *Liquefaction* LNG

Proses pencairan *Natural Gas* dilakukan dengan menggunakan sistem pendingin bertingkat. Bahan pendingin yang digunakan adalah *propane* dan MCR yang merupakan campuran dari nitrogen, *methane*, *ethane*, dan *propane* yang digunakan untuk pendingin akhir dalam proses pembuatan LNG. *Propane* dan MCR sebagai pendingin diperoleh dari hasil sampingan pengolahan LNG di *plant fractionation*.

Cairan *propane* akan berubah fasa menjadi gas saat temperaturnya naik setelah digunakan untuk mendinginkan *natural gas* dan MCR. Sesuai dengan kebutuhan pendinginan bertingkat pada proses pengolahan LNG, kondisi pendinginan *propane* yang digunakan untuk pendinginan ada 3 tingkat untuk MCR dan 3 tingkat untuk *natural gas*. *Propane* yang telah dipakai untuk pendinginan dikompresi oleh *propane recycle compressor* untuk menaikkan tekanannya. Kemudian *propane* didinginkan oleh air laut.

Cairan MCR berubah fasa menjadi gas dengan kenaikan temperatur karena dipakai untuk pendinginan *natural gas* pada MCHE. Gas MCR tersebut dikompresikan secara seri oleh MCR *first stage compressor* dan MCR *second stage compressor* untuk menaikkan tekanannya [12]. **Gambar 2.1** menjelaskan mengenai proses pendinginan LNG yang berlisensi APCI.



Gambar 2.1 Skema Proses APCI [13]

2.2 Analisa *Steady State* Keseimbangan Energi

Hukum pertama termodinamika dapat didefinisikan sebagai hukum konversi energi dimana pada keadaan ini energi tidak dapat diciptakan dan dimusnahkan [14, 15]. Secara umum total energi pada sistem selama beroperasi merupakan selisih antara energi yang masuk dan energi yang keluar. Selama proses berjalan secara *steady state*, perubahan energi pada sistem dianggap nol. Jika energi kinetik dan potensial diabaikan maka persamaan hukum pertama termodinamika dapat ditulis sebagai berikut,

$$\dot{Q} - W + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_e \dot{m}_e h_e = 0 \quad (2.1)$$

dimana,

\dot{m}_i = Laju massa masukan pada sistem (kg/s)

\dot{m}_e = Laju massa luaran pada sistem (kg/s)

\dot{Q} = Laju kalor pada sistem (kJ/s)

W = Kerja pada sistem (kJ/s)

h_i = Entalpi dari fluida kerja masukan (kJ/kg)

h_e = Entalpi dari fluida kerja luaran (kJ/kg)

2.3 Analisa Steady State Keseimbangan Exergy

Konversi energi sendiri seperti yang dijelaskan pada Persamaan (2.1) pada subbab sebelumnya tidak cukup untuk menggambarkan beberapa aspek penting pada pemanfaatan sumber energi itu sendiri [16]. Karena ada kemungkinan terjadi kerja dari dua sistem yang memiliki keadaan berbeda jika berinteraksi. Pada prinsipnya sebuah kerja dapat dianggap sebagai sebuah sistem untuk mencapai sebuah keseimbangan. Ketika satu dari dua buah sistem adalah sistem ideal misalkan lingkungan sekitar dan yang lain adalah sistem obyeknya, maka kedua sistem akan berinteraksi untuk mencapai keseimbangan. Jadi bisa dikatakan *exergy* merupakan potensial dari suatu sistem [14, 17]. Laju *exergy* dari keduanya dapat dituliskan sebagai berikut,

$$e = h - h_0 - T_0(s - s_0) + \frac{V^2}{2} + gz \quad (2.2)$$

Sama halnya dengan keseimbangan energi pada hukum pertama termodinamika, keseimbangan *exergy* dapat ditulis,

$$\sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j} \right) \dot{Q}_j - W_{cv} + \sum_i \dot{m}_i e_i - \sum_e \dot{m}_e e_e - \dot{E}_d = 0 \quad (2.3)$$

dimana,

e = Laju *exergy* pada fluida kerja(kJ/kg)

h = Entalpi dari fluida kerja (kJ/kg)

h_0 = Entalpi fluida kerja pada keadaan referensi/lingkungan (kJ/kg)

s = Entropi dari fluida kerja (kJ/kg)

s_0 = Entropi fluida kerja pada keadaan referensi/lingkungan (kJ/kg)

V = Kecepatan fluida kerja (m/s)

z = Ketinggian fluida kerja (m)

\dot{m} = Laju massa fluida kerja (kg/s)

\dot{Q} = Laju kalor pada sistem(kJ/s)

W = Kerja pada sistem (kJ/s)

$$\dot{E}_d = \text{Exergy loss (kJ/s)}$$

Dengan mengabaikan energi kinetik dan potensial yang bekerja pada fluida kerja serta dibatasi hanya *exergy* termal dan mekanik yang ditinjau dengan mengabaikan *exergy chemical*, maka laju *exergy* pada kondisi *steady state* dapat dituliskan sebagai berikut [18, 19],

$$e = h - h_0 - T_0(s - s_0) \quad (2.4)$$

Perubahan *enthalpy* dan *entropy* pada persamaan diatas dapat diganti dengan

$$h_2 - h_1 = c_p(T_2 - T_1) \quad (2.5)$$

$$s_2 - s_1 = c_p \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (2.6)$$

dengan nilai c_p konstan [14].

Efisiensi *exergy* dapat dicari dengan menggunakan persamaan di bawah ini [11, 15],

$$\eta = \frac{\dot{E}_{out} - \dot{E}_{in}}{\sum W} \quad (2.7)$$

dimana,

h = Entalpi fluida kerja (kJ/kg)

s = Entropi fluida kerja (kJ/kg. °K)

c_p = Kalor jenis fluida kerja (kJ/kg. °K)

η = Efisiensi *exergy*

\dot{E}_d = *Exergy destruction* (kJ/s)

W = Daya yang diberikan ke sistem (kW)

R = Konstanta gas 8,31434 J/mol.K

Biaya operasi dari proses *liquefaction* LNG merupakan penjumlahan total biaya dari kompresor dan total biaya dari nilai kalor fluida pendingin yang dibutuhkan. Secara matematis dapat ditulis sebagai berikut,

$$OPEX = P_w \sum_{i=1}^n W_i + P_Q \sum_{j=1}^m Q_j + P_{NG} m_{NG} \quad (2.8)$$

dimana,

$OPEX$ = *Operating expenditure* (\$/s)

P_w = Harga tarif listrik untuk kompresor (\$/GJ)

W_i = Jumlah daya kompresor i (kW)

P_Q = Harga *water* (\$/GJ)

Q_j = Jumlah *cooling duty* j (kW)

P_{NG} = Biaya *natural gas* (\$/kJ)

m_{NG} = Laju masa *natural gas* (kg/s)

Harga tarif listrik untuk kompresor dan *cooler* adalah sebesar \$ 10.99/GJ [20] dan \$ 0.4/GJ serta *feed natural gas* sebesar \$ 2/mmBTU [11].

2.3.1 Persamaan Vapor Liquid Equilibrium

Persamaan *Vapor Liquid Equilibrium* (VLE) ini digunakan untuk menentukan *vapor fraction* fluida pendingin propana atau MCR, dimana pada proses *liquefaction* terdapat komponen separator dua fasa yang memisahkan fasa gas dengan fasa liquid. VLE pada penelitian ini menggunakan *Equation of State* (EOS) Peng Robinson dengan persamaan kubik seperti di bawah ini [21, 22].

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (2.9)$$

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A-3B^2-2B)Z - (AB-B^2-B^3) = 0 \quad (2.10)$$

dengan,

$$A = \frac{aP}{R^2 T^2}$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

$$Z = \frac{PV}{RT}$$

Nilai a dan b merupakan fungsi temperatur yang didapatkan dengan persamaan berikut,

$$a(T) = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} (1 + m(1 - T_r^{0,5}))^2 \quad (2.11)$$

$$b(T_c) = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (2.12)$$

dengan,

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$m = 0,37464 + 1,5426\omega - 0,26992\omega^2$$

Persamaan (2.11) dan (2.12) digunakan untuk fluida *pure component*, bila fluida terdiri dari *mixture component* maka Persamaan (2.11) dan (2.11) dapat diubah seperti persamaan berikut,

$$a_i = 0,45724 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}} (1 + m_i(1 - T_{ri}^{0,5}))^2 \quad (2.13)$$

$$b_i = 0,07780 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \quad (2.14)$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N z_i z_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij}) \quad (2.15)$$

$$b = \sum_{i=1}^N z_i b_i \quad (2.16)$$

dimana,

P = Tekanan pada fluida kerja (MPa)

T = Temperatur pada fluida kerja ($^{\circ}\text{K}$)

P_c = Tekanan kritis fluida kerja (MPa)

T_c = Temperatur kritis fluida kerja ($^{\circ}\text{K}$)

V = Volume fluida kerja (m^3/mol)

Z = Compressibility factor

ω = Acentric factor fluida kerja

z = Komposisi komponen x (%)

k = Interaksi binari antar komponen

Untuk kondisi dua fasa, akar positif terbesar pada Persamaan (2.10) merupakan *compressibility factor* untuk kondisi *vapor*, sedang akar positif terkecil merupakan *compressibility factor* untuk kondisi *liquid* [21].

Vapor fraction untuk kondisi dua fasa dapat dicari dengan menggunakan *coefficient fugacity* Peng Robinson dengan persamaan sebagai berikut,

$$\ln \phi = Z - 1 - \ln(Z - B) - \frac{A}{2^{1.5} B} \ln \left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2})B}{Z - (1 - \sqrt{2})B} \right) \quad (2.17)$$

Untuk kondisi *mixture* persamaan dapat diubah menjadi,

$$\ln \phi_i = \frac{b_i}{b} (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{2^{1.5} B} \left(\frac{2 \sum_{i=1}^N z_i a_i}{a} - \frac{b_i}{b} \right) \times \ln \left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2})B}{Z - (1 - \sqrt{2})B} \right) \quad (2.18)$$

Nilai *vapor fraction* dicari dengan menggunakan persamaan *K value* sebagai berikut [22, 23],

$$K_i = \frac{\phi_i^l}{\phi_i^v} = \frac{y_i}{x_i} \quad (2.19)$$

dimana,

ϕ_i^l = *Coefficient fugacity* untuk fasa *liquid* komponen

ϕ_i^v = *Coefficient fugacity* untuk fasa *vapor* komponen

y_i = Fraksi *vapor* komponen

x_i = Fraksi *liquid* komponen

Nilai *K* pada Persamaan (2.19) juga dapat dicari dengan menggunakan hukum *Roultz* dimana nilai *K* merupakan perbandingan antara tekanan sistem dan tekanan saturasi setiap komponen seperti pada persamaan berikut.

$$K_i = \frac{P}{P_{sat,i}} \quad (2.20)$$

dimana,

P = Tekanan fluida (MPa)

$P_{sat,i}$ = Tekanan saturasi komponen (MPa)

2.3.2 Persamaan *Steady State Heat Exchanger*

Pada dasarnya, dalam menganalisa kinerja dari *heat exchanger*, dapat digunakan prinsip kesetimbangan massa dan energi pada hukum pertama termodinamika. Aliran fluida panas dan dingin memiliki nilai kalor yang dilepas dan diterima yang sama seperti persamaan di bawah ini [24],

$$Q_h = Q_c \quad (2.21)$$

dimana,

Q_h = Kalor yang diberikan oleh fluida panas (kJ)

Q_c = Kalor yang diterima oleh fluida dingin (kJ)

Sedangkan persamaan dari kalor yang diberikan/diterima adalah sebagai berikut

$$Q = mc_p (T_{in} - T_{out}) \quad (2.22)$$

dimana,

Q = Kalor yang ditransfer (kJ)

m = Massa dari fluida yang mengalir (kg)

c_p = Kalor jenis dari fluida (kJ/kg. °K)

T_{in} = Temperatur fluida masukan *heat exchanger* (°K)

T_{out} = Temperatur fluida luaran *heat exchanger* (°K)

Dengan menggunakan penurunan hukum termodinamika pertama tentang kesetimbangan energi pada Persamaan (2.1) pada kondisi *steady state* maka didapatkan persamaan kesetimbangan energi pada *heat exchanger* sebagai berikut [24],

$$m_h c_{p,h} (T_{h,i} - T_{h,o}) = m_c c_{p,c} (t_{c,o} - t_{c,i}) \quad (2.23)$$

dimana,

m_h = Laju massa dari fluida pemanas (kg/s)

m_c = Laju massa dari fluida pendingin (kg/s)

$c_{p,h}$ = Kalor jenis dari fluida pemanas (kJ/kg. °K)

$c_{p,c}$ = Kalor jenis dari fluida pendingin (kJ/kg. °K)

$T_{h,i}$ = Temperatur fluida pemanas masukan *heat exchanger* (°K)

$T_{h,o}$ = Temperatur fluida pemanas luaran *heat exchanger* (°K)

$T_{c,i}$ = Temperatur fluida pendingin masukan *heat exchanger* (°K)

$T_{c,o}$ = Temperatur fluida pendingin luaran *heat exchanger* (°K)

Selain menggunakan Persamaan (2.23), persamaan laju perpindahan panas pada *heat exchanger shell and tube* juga dapat dicari dengan persamaan berikut [25],

$$Q = UA\Delta T_{lm} \quad (2.24)$$

dengan ΔT_m memenuhi persamaan sebagai berikut,

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h,in} - t_{c,out}) - (T_{h,out} - t_{c,in})}{\ln \left(\frac{T_{h,in} - t_{c,out}}{T_{h,out} - t_{c,in}} \right)} \quad (2.25)$$

dimana,

U = Mean overall heat transfer coefficient (kJ/sm²°K)

A = Luas permukaan terjadinya perpindahan panas (m²)

ΔT_m = Log mean temperature difference (°K)

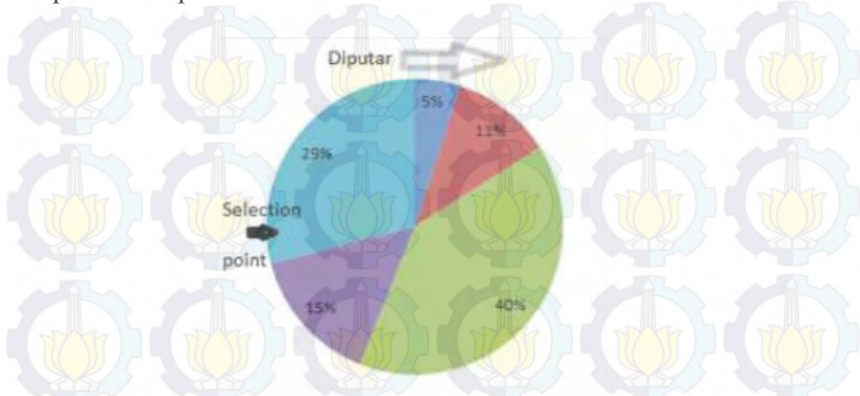
2.4 Genetic Algorithm

GA merupakan salah satu algoritma optimasi stokastik. GA adalah algoritma pencarian *heuristik adaptif* berdasarkan ide-ide evolusi seleksi alam dan genetika. GA menggunakan pencarian secara acak untuk menyelesaikan masalah pada optimasi. Pencarian secara acak oleh GA dilakukan dengan mengeksplorasi informasi yang sudah ada untuk meningkatkan performansi yang lebih baik. Prinsip dasar dari GA adalah teori dari Charles Darwin, “*Survival of The Fittest*”.

GA mensimulasikan teori dari Charles Darwin tersebut dengan menggunakan individu-individu yang telah ada pada beberapa generasi. Setiap generasi terdapat karakter dari individu

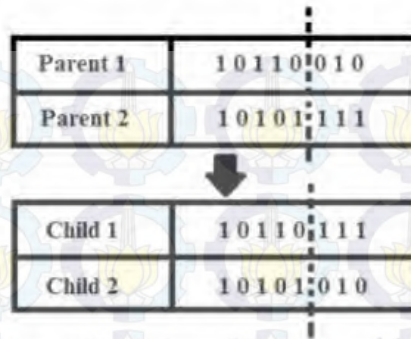
yang dapat disamakan dengan DNA. GA terdiri dari beberapa tahap, yaitu tahap seleksi individu, *crossover*, dan *mutation*.

Seleksi individu merupakan tahap dimana gen setiap individu dipilih dan diambil yang terbaik untuk digunakan pada tahap *crossover*. Metode seleksi yang digunakan adalah metode *roulette wheel*. Proses pemilihan pada metode tersebut didasarkan pada evaluasi fungsi *fitness* dari setiap individu. Fungsi *fitness* tersebut adalah fungsi objektif yang digunakan untuk menentukan apakah individu tersebut sudah memiliki nilai yang mendekati nilai tujuan. Individu yang memiliki nilai *fitness* yang besar memiliki kemungkinan yang lebih tinggi untuk terpilih, tetapi tidak menutup kemungkinan pada individu dengan nilai *fitness* yang rendah untuk terpilih [26]. Contoh metode *roulette wheel* dapat dilihat pada **Gambar 2.2**.



Gambar 2.2 Seleksi *Roulette Wheel* [26]

Crossover merupakan tahap untuk menghasilkan individu baru. *Crossover* dapat dianalogikan sebagai proses reproduksi. Dua individu yang telah diseleksi akan menjadi orang tua dari generasi individu selanjutnya. Individu baru akan memiliki gen yang bagus pada kedua orang tua. Sehingga proses ini dilakukan untuk mendapatkan individu yang lebih baik daripada orang tua. Semakin baik *fitness* yang dimiliki oleh orang tua, maka individu yang dihasilkan akan semakin baik [26]. Contoh proses *crossover* dapat dilihat pada **Gambar 2.3**.



Gambar 2.3 Proses *Crossover* pada GA [26]

Mutation merupakan proses untuk menghindari terperangkapnya algoritma pada lokal optimum. *Mutation* memiliki peran untuk mengembalikan material genetik yang hilang dan juga sebagai pengganggu informasi genetik secara acak. Hasil dari mutasi bisa saja menghasilkan *fitness* yang lebih baik maupun tidak. Proses ini terjadi dengan mengubah salah satu bit pada kromosom GA, seperti pada **Gambar 2.4**. Terjadinya *mutation* pada kromosom memiliki kemungkinan yang sangat kecil pada GA.

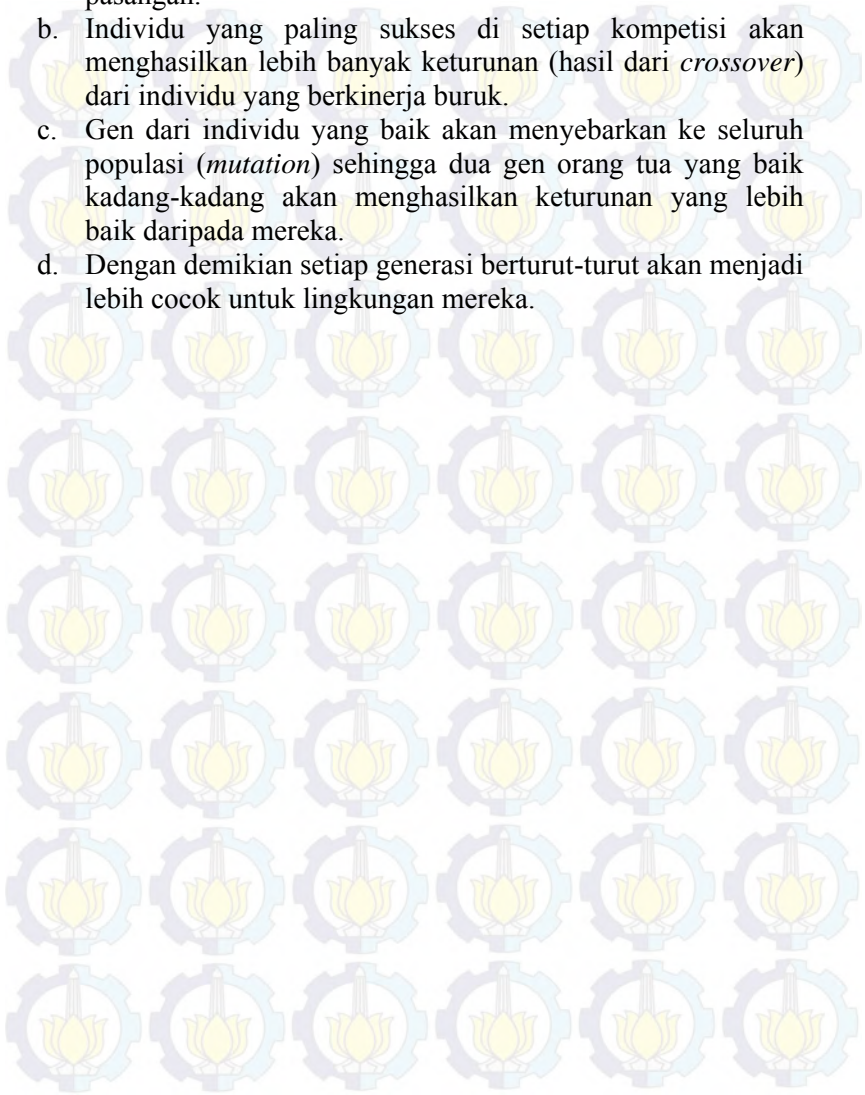


Gambar 2.4 Proses *Mutation* pada GA [26]

Pada proses GA, terdapat *elitism*. *Elitism* dapat dianalogikan sebagai pelindung dari kromosom pada individu yang memiliki *fitness* yang paling baik pada generasinya. Fungsi utama dari *elitism* adalah untuk memastikan kromosom yang terbaik tidak akan hilang pada optimasi dikarenakan peristiwa mutasi. Dengan adanya *elitism*, hasil dari GA akan meningkat secara signifikan[26].

GA didasarkan pada analogi dengan struktur genetik dan perilaku kromosom dalam populasi individu menggunakan dasar sebagai berikut:

- a. Individu dalam populasi bersaing untuk sumber daya pasangan.
- b. Individu yang paling sukses di setiap kompetisi akan menghasilkan lebih banyak keturunan (hasil dari *crossover*) dari individu yang berkinerja buruk.
- c. Gen dari individu yang baik akan menyebarkan ke seluruh populasi (*mutation*) sehingga dua gen orang tua yang baik kadang-kadang akan menghasilkan keturunan yang lebih baik daripada mereka.
- d. Dengan demikian setiap generasi berturut-turut akan menjadi lebih cocok untuk lingkungan mereka.



BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Sitem yang Dikaji

Sistem yang digunakan pada penelitian ini adalah sistem pendingin LNG yang digunakan sebagai pendingin *natural gas* yang di dalamnya terdapat *propane refrigerant* dengan 3 tingkat tekanan yang berbeda *low pressure*, *medium pressure*, dan *high pressure* sebagai pendingin MCR serta *subcooling cycle* sebagai pendingin utama untuk mendinginkan *natural gas* menjadi LNG. Pada plant ini digunakan 10 *heat exchanger* untuk proses pendinginan MCR dan *natural gas*, 4 buah *cooler* untuk pendinginan *propane* dan MCR, dan 1 buah *main cryogenic heat exchanger* MCHE. Serta terdapat 4 buah separator dua fasa, 3 buah *splitter*, 6 buah *mixer stream*, 2 buah komponen ekspansi, dan 3 buah kompresor *propane* dengan tiga tingkat kompresi yang disusun seri dan 2 buah kompresor MCR.

3.2 Tahapan Penelitian

Secara garis besar, penelitian ini dilakukan dengan beberapa langkah, yaitu (i) pengumpulan data, (ii) pemodelan sistem dengan menggunakan persamaan *steady state* kesetimbangan energi, (iii) perancangan GA, (iv) optimasi kondisi operasi plant *liquefaction* LNG. *Flowchart* dari penelitian ini dapat dilihat pada **Gambar 3.1**.

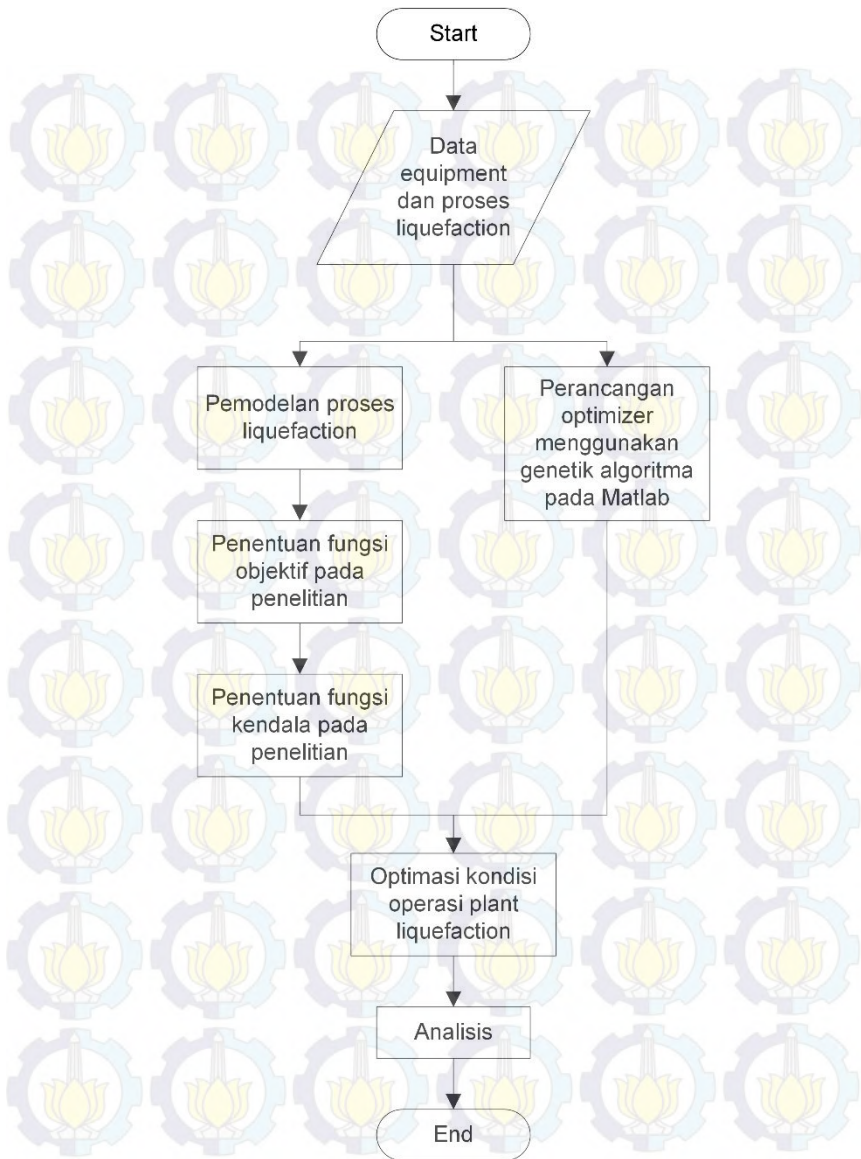
3.2.1 Pengumpulan Data

Penelitian ini dimulai dengan mengumpulkan data proses dari plant *liquefaction* LNG. Data didapatkan dari salah satu perusahaan pengolahan *natural gas* di Indonesia. Data yang dikumpulkan adalah data PFD dan data DCS proses *liquefaction* yang di dalamnya terdapat proses *propane refrigerant* dan *subcoling cycle*. Data yang terdapat pada data desain PFD berisikan data *heat and mass balance* seperti tekanan, temperatur, laju aliran fluida, komposisi dari MCR, dan lain-lain serta digunakan untuk melihat arah aliran dari proses. Namun terdapat beberapa *physical properties* yang tidak terdapat pada PFD,

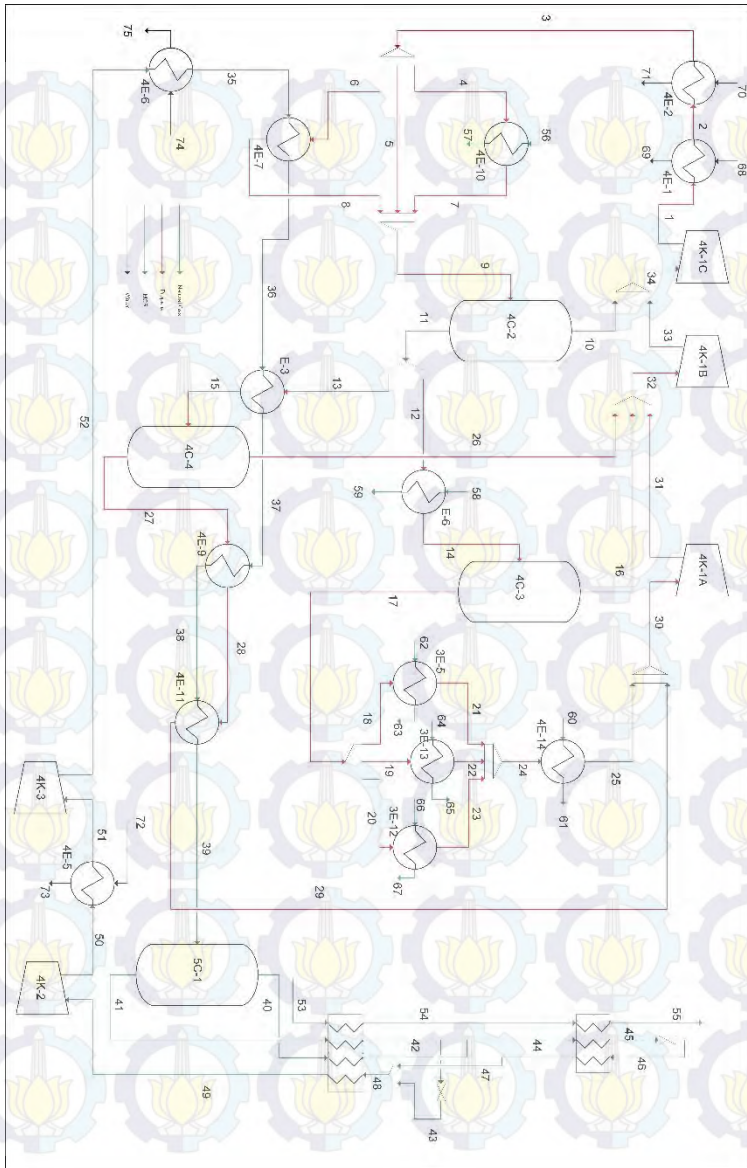
sehingga diperlukan rekonsiliasi data yang diambil dari model PFD pada *software* HYSYS. Data DCS digunakan untuk melihat *real condition* pada proses untuk menentukan nilai UA *heat exchanger* dan *pressure drop* setiap komponen. PFD dari proses *liquefaction* yang digunakan dapat dilihat pada **Gambar 3.2**. Sedangkan kondisi dari *feed natural gas* ditunjukkan pada **Tabel 3.1**.

Tabel 3.1 Kondisi *Feed Natural Gas*

Variabel	Unit	Nilai
Temperatur	°K	237.81
Pressure	kPa	4216.860
Flow rate	kg/s	107.199
Komposisi		
Methane	mol%	0.9117
Ethane	mol%	0.0551
Propane	mol%	0.0272
<i>i</i> -Butane	mol%	0.0029
<i>n</i> -Butane	mol%	0.0021
<i>i</i> -Pentane	mol%	0.0001
Nitrogen	mol%	0.0009



Gambar 3.1 Flow Chart Metodologi Penelitian



Gambar 3.2 PFD Plant Liquefaction yang Dikaji

3.2.2 Pemodelan Plant

Pemodelan plant dengan menggunakan persamaan *steady state* kesetimbangan energi yang dilakukan pada *software* MATLAB. Persamaan yang digunakan adalah Persamaan (2.1-2.7). Khusus untuk komponen *heat exchanger* dan separator dua fasa digunakan persamaan tambahan *steady state heat exchanger* untuk menentukan temperatur keluaran *heat exchanger* dan persamaan EOS Peng Robinson untuk menentukan *vapor fraction* fluida kerja yang masuk separator seperti pada Persamaan (2.9-2.20). Untuk persamaan *steady state pada heat exchanger* dapat diturunkan dari Persamaan (2.21-2.25). Persamaan (2.23) dapat diubah menjadi,

$$\frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = \frac{m_c c_c}{m_h c_h} = P \quad (3.1)$$

dengan P adalah simbol untuk perbandingan antara selisih temperatur masukan dan luaran *heat exchanger* fluida pemanas dengan selisih temperatur masukan dan luaran fluida pendingin sedang Persamaan (2.23) dan (2.24) dapat diubah menjadi,

$$m_h c_h (T_1 - T_2) = UA \left[\frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} \right]$$

$$\frac{m_h c_h}{UA} = \frac{P - 1}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right) P}$$

$$\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} = \exp \left[\frac{(P - 1) UA}{m_h c_h P} \right] = R \quad (3.2)$$

dengan R adalah simbol untuk perbandingan antara selisih temperatur masukan fluida pemanas dan luaran fluida pendingin dengan selisih temperatur luaran fluida pemanas dan masukan fluida pendingin.

Dengan mensubstitusi Persamaan (3.1) dan (3.2) maka didapatkan persamaan untuk menentukan temperatur luaran *heat exchanger* sebagai berikut,

$$t_2 = \frac{\left(\frac{1}{R}-1\right)}{\left(\frac{1}{R}-P\right)} T_1 - \frac{(P-1)}{\left(\frac{1}{R}-P\right)} t_1 \quad (3.4)$$

$$T_2 = \frac{P-PR}{1-PR} t_1 + \frac{1-P}{1-PR} T_1 \quad (3.5)$$

dimana,

t_1 = Temperatur masukan fluida pendingin (°K)

t_2 = Temperatur luaran fluida pendingin (°K)

T_1 = Temperatur masukan fluida pemanas (°K)

T_2 = Temperatur luaran fluida pemanas (°K)

Persamaan (2.1) dapat digunakan untuk memodelkan kompresor pada kondisi isentropik. Namun pada proses *irreversible* pada hukum kedua termodinamik kerja dari kompresor dipengaruhi oleh efisiensi isentropik dimana dapat dituliskan sebagai berikut.

$$\eta_c = \frac{h_{es}-h_i}{h_e-h_i} = \frac{T_{es}-T_i}{T_e-T_i} \quad (3.6)$$

dimana,

η_c = Efisiensi isentropik kompresor (%)

h_{es} = Entalpi fluida kerja pada kondisi isentropik (kJ/kg)

Sedang hubungan temperatur dan *pressure* kompresor pada kondisi isentropik adalah sebagai berikut,

$$\frac{T_{es}}{T_i} = \left(\frac{P_e}{P_i}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad (3.7)$$

dengan, $\gamma = \frac{c_p}{c_v}$

Dengan mensubstitusi Persamaan (3.6) dan (3.7) maka temperatur luaran kompresor dapat ditentukan dengan persamaan berikut,

$$T_e = \frac{\left(\left(\frac{P_e}{P_i} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 + \eta_c \right) T_i}{\eta_c} \quad (3.8)$$

dimana,

P_i = Tekanan masukan kompresor (kPa)

P_e = Tekanan luaran kompresor (kPa)

T_i = Temperatur masukan kompresor ($^{\circ}\text{K}$)

T_e = Temperatur luaran kompresor ($^{\circ}\text{K}$)

T_{es} = Temperatur fluida kerja pada kondisi isentropik ($^{\circ}\text{K}$)

c_v = Kalor jenis fluida pada kondisi isokhorik (kJ/kg)

Untuk temperatur luaran dari *splitter* dan separator sama dengan temperatur masukannya. Sedangkan untuk *mixer*, temperatur luaran sama dengan rata-rata dari temperatur masukan.

3.2.3 Perancangan Genetic Algorithm

GA digunakan sebagai *optimizer* pada penelitian ini. Pemilihan GA sebagai *optimizer* didasarkan pada cara kerja dari GA yang dinilai lebih bagus daripada model optimasi stokastik lainnya. Hal ini dikarenakan pada proses GA, dilakukan seleksi individu menggunakan metode *roulette wheel* hingga didapatkan hasil yang terbaik. Selain itu digunakan *elitism* untuk menjaga agar kromosom yang baik tidak punah. Perancangan GA dilakukan pada *software* MATLAB.

Di dalam proses *plant*, terdapat 10 bit *genotip* atau dapat direpresentasikan dengan 15 *fenotip* (tekanan, *flow rate*, rasio *pressure* kompresor, dan 5 rasio *splitter*). Sehingga dalam satu kromosom terdapat 150 bit *genotip* dimana 10 bit pertama terdapat pada parameter tekanan, 10 bit kedua terdapat pada parameter *flowrate*, 10 bit ketiga terdapat pada rasio 1 *splitter* pertama, 10 bit keempat terdapat pada rasio 2 *splitter* pertama, 10 bit kelima terdapat pada delta *pressure* kompresor pertama, 10 bit keenam terdapat pada rasio *splitter* kedua, 10 bit ketujuh terdapat pada rasio 1 *splitter* ketiga dan 10 bit terakhir terdapat pada rasio 2 *splitter* kedua. Parameter GA pada penelitian ini dapat dilihat pada **Tabel 3.2**.

Perancangan ini dilakukan dengan beberapa tahap, yaitu tahap seleksi individu dengan perhitungan nilai *fitness* dan

crossover, *mutation*, perhitungan *fitness* hasil dari populasi yang baru, serta *elitism*. *Flow chart* dari tahap perancangan GA dapat dilihat pada **Gambar 3.3** serta variabel yang berubah dan nilai batasan pada penelitian ini ditunjukkan seperti pada **Tabel 3.3** dan **Tabel 3.4**.

Tabel 3.2 Tuning Parameter GA

<i>Tuning Parameter</i>	Nilai
Jumlah Populasi	300
Jumlah Bit dalam 1 Kromosom	150
Jumlah Variabel	15
<i>Probability Crossover</i>	0.8
<i>Probability Mutation</i>	0.001
Maksimum Iterasi	200
Metode Seleksi	Roulete Wheel

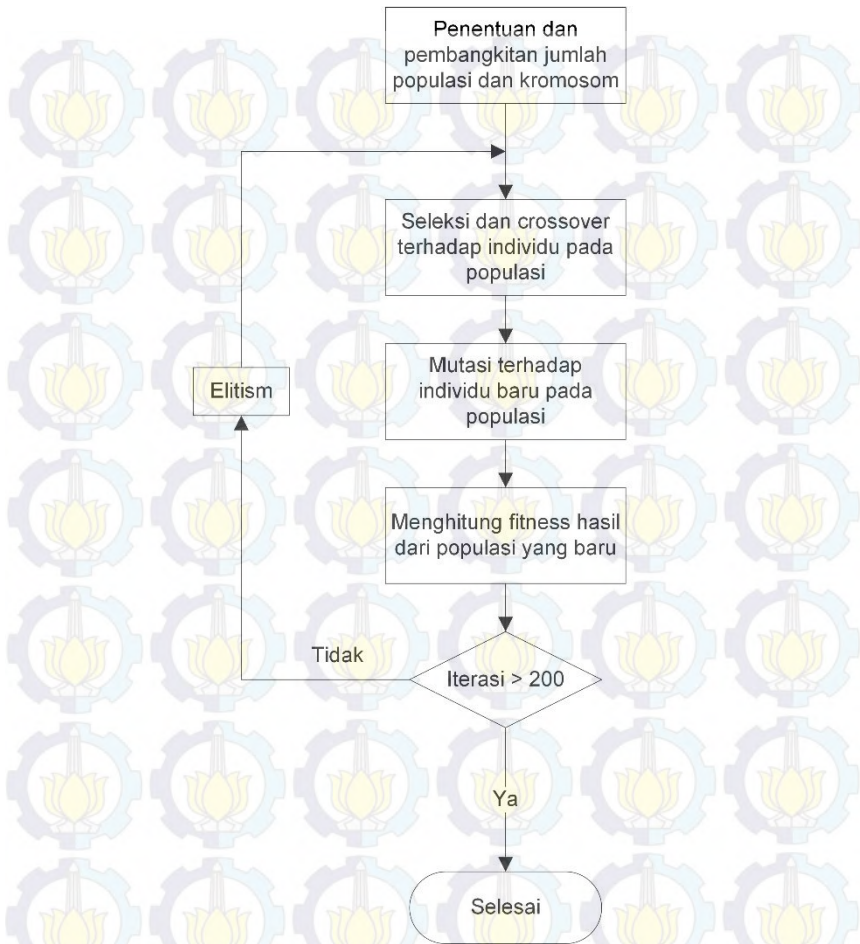
Tabel 3.3 Variabel Optimasi

Variabel	Unit	Nilai
<i>Precooling Propane</i>		
<i>Flow rate</i>	kg/s	407.014
Tekanan	kPa	1421.965
Tekanan luaran 4K-1A	kPa	365.886
Tekanan luaran 4K-1B	kPa	735.597
Rasio <i>splitter</i> ke 4E-10		0.049
Rasio <i>splitter</i> ke MX-1		0.895
Rasio <i>splitter</i> ke 4E-12		0.356
Rasio <i>splitter</i> ke 3E-5		0.466
Rasio <i>splitter</i> ke 3E-13		0.306
<i>Subcooling MCR</i>		
<i>Flow rate</i>	kg/s	210.748
Tekanan	kPa	5387.775

Variabel	Unit	Nilai
Komposisi		
<i>Methane</i>	mol%	0.4516
<i>Ethane</i>	mol%	0.4116
<i>Propane</i>	mol%	0.1009
Nitrogen	mol%	0.0359
Tekanan luaran 4K-2	kPa	1553.374

Tabel 3.4 Batasan – Batasan pada Optimasi

<i>Heat Exchanger</i>	UA (kJ/s °K)	<i>Pressure Drop (Pa)</i>	
		<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
3E - 05	9,16	264779,61	4903,33
3E - 12	37,01	264779,61	68646,56
3E - 13	49,12	264779,61	68646,56
4E - 01	10133,73	98066,52	54917,25
4E - 02	10144,42	98066,52	52955,92
4E - 05	497,52	78453,22	39226,61
4E - 06	1270,54	78453,22	126505,81
4E - 07	2679,74	545249,85	70607,89
4E - 08	432,48	381478,76	63743,24
4E - 09	4302,29	264779,61	72569,23
4E - 10	1822,17	537404,53	79433,88
4E - 11	4929,25	15592,58	4903,33
4E - 12	111,11	381478,76	77472,55
4E - 14	2424,12	1961,33	88259,87
LNG - 101	2212,32	827681,43	
LNG - 102	6253,05	827681,43	43149,27
LNG - 103	9467,55	827681,43	
LNG - 201	374,86	206920,36	
LNG - 202	1472,79	206920,36	8825,99

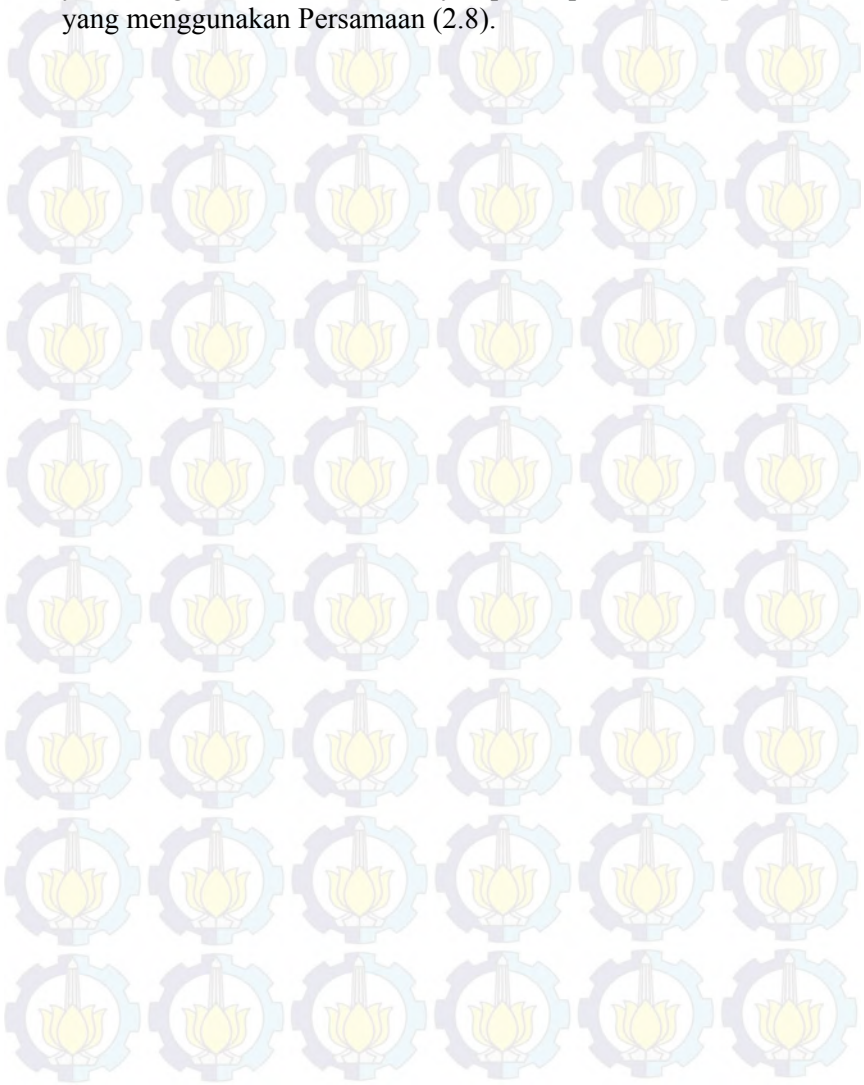


Gambar 3.3 Flow Chart Perancangan Genetic Algorithm

3.2.4 Optimasi Desain Operasi *Plant Liquefaction*

Optimasi desain operasi *plant liquefaction* LNG dilakukan dengan mengabungkan persamaan kesetimbangan massa dan energi pada setiap komponen yang ada pada *plant* sebagai fungsi temperatur dan tekanan yang sudah diberikan batasan-batasan dengan hasil rancangan *genetic algorithm*.

Optimasi dilakukan dengan menggunakan fungsi objektif yaitu dengan meminimalkan biaya operasi pada *plant liquefaction* yang menggunakan Persamaan (2.8).





BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Pemodelan Plant dan Validasi Plant

Penelitian ini dimulai dengan melakukan pengecekan data desain menggunakan persamaan *mass balance*. Prinsip dari tahap ini adalah besar laju aliran setiap *stream* yang diberikan pada masukan setiap komponen sama dengan laju aliran yang diberikan pada luaran komponen, dengan asumsi bahwa tidak ada penambahan atau pengurangan massa pada proses. Setelah perhitungan dilakukan diketahui bahwa semua *stream* telah memiliki besar massa pada sisi masukan dan luaran yang sama pada setiap komponen. Setelah semua data divalidasi, maka dilakukan pemodelan proses *liquefaction*.

Pada pemodelan *plant*, digunakan persamaan *steady state energy balance* pada setiap komponen dengan asumsi proses dalam keadaan *steady state*, tidak ada penambahan atau pengurangan massa, dan nilai properties yang digunakan diambil nilai rata-rata antara nilai pada masukan dan luaran komponen. Model yang divalidasi dengan desain adalah hasil perubahan temperatur fluida pada setiap komponen, dan hasil model tersebut kemudian dibandingkan dengan temperatur fluida yang terdapat pada desain. Hasil perbandingan dapat dilihat pada **Tabel 4.1** sampai **Tabel 4.5**.

Tabel 4.1 Perbandingan Nilai Temperatur Luaran *Tube* dan *Shell Heat Exchanger*

Output HE	Desain		Model		Error	
	Tube (°K)	Shell (°K)	Tube (°K)	Shell (°K)	Tube (%)	Shell (%)
3E - 05	266.74	235.40	267.17	245.26	0.161	4.187
3E - 12	266.75	235.40	267.31	236.06	0.209	0.278
3E - 13	266.75	235.40	267.33	239.54	0.218	1.758
4E - 01	312.97	340.25	293.21	312.27	6.313	8.223
4E - 02	293.63	303.17	293.21	300.56	0.144	0.860
4E - 05	305.85	294.99	306.38	296.58	0.173	0.540
4E - 06	305.55	301.78	308.43	309.82	0.943	2.664
4E - 07	293.65	290.02	304.47	305.55	3.684	5.356
4E - 08	290.05	266.74	292.17	291.58	0.732	9.310
4E - 09	266.75	235.40	276.11	251.21	3.508	6.714
4E - 10	293.65	290.39	308.45	310.95	5.039	7.079
4E - 11	236.85	243.88	253.32	266.75	6.953	9.377
4E - 12	290.89	266.74	293.08	291.08	0.752	9.124
4E - 14	235.45	235.02	247.28	258.08	5.026	9.812

Tabel 4.2 Perbandingan Nilai Temperatur Luaran *Tube* dan *Shell MCHE*

MCHE	Desain		Model		Error	
	<i>Tube Output</i> (°K)	<i>Shell Output</i> (°K)	<i>Tube Output</i> (°K)	<i>Shell Output</i> (°K)	<i>Tube Output</i> (%)	<i>Shell Output</i> (%)
LNG-101	145.75		142.40		2.300	
LNG-102	145.75	230,31	142.40	236,11	2.300	3,110
LNG-103	145.75		142.40		2.300	
LNG-201	127.15		127.10		0.037	
LNG-202	127.15	142,55	127.10	142,84	0.037	2,243

Tabel 4.3 Perbandingan Nilai Temperatur Luaran *Mixer*

<i>Mixer</i>	Desain	Model	<i>Error</i>
	<i>Output</i> (°K)	<i>Output</i> (°K)	<i>Output</i> (%)
MIX - 01	290.01	293.29	1.130
MIX - 02	235.40	235.40	0.000
MIX - 03	240.62	240.71	0.041
MIX - 04	288.94	285.27	1.272
MIX - 05	317.85	317.84	0.003
MIX - 06	142.40	141.43	0.682

Tabel 4.4 Perbandingan Nilai Temperatur Luaran Kompresor

Kompresor	Desain	Model	<i>Error</i>
	<i>Output</i> (°K)	<i>Output</i> (°K)	<i>Output</i> (%)
4K - 01	293.649	300.552	2.351
4K - 02	321.440	329.557	2.525
4K - 03	350.726	365.299	4.155
4K - 04	331.423	346.640	4.591
4K - 05	404.448	422.110	4.367

Tabel 4.5 Perbandingan Nilai Temperatur Luaran JT Valve

<i>JT Valve</i>	Desain	Model	<i>Error</i>
	<i>Output</i> (°K)	<i>Output</i> (°K)	<i>Output</i> (%)
VLV - 101	141.231	145.750	3.200
VLV - 100	120.517	127.150	5.504

Berdasarkan data pada **Tabel 4.1**, terdapat selisih antara data model dan data desain pada temperatur *output heat exchanger* dikarenakan terdapat perubahan fasa fluida di dalam *heat exchanger*. Pada Persamaan (2.23) yang digunakan

diasumsikan *heat exchanger* yang digunakan merupakan *heat exchanger* satu fasa. Begitu pula untuk **Tabel 4.2**, **Tabel 4.3**, dan **Tabel 4.5**, dimana persamaan *steady state* kesetimbangan *energy* yang digunakan pada setiap komponen diasumsikan tidak ada perubahan fasa pada fluida. Untuk kompresor pada **Tabel 4.4**, proses yang terjadi pada kompresor yang digunakan di dalam model adalah proses isentropik. Setelah model ini dinyatakan benar, dimasukkan beberapa batasan-batasan pada model ini untuk dilakukan simulasi. Batasan-batasan tersebut adalah

1. *Pressure drop* pada komponen (*heat exchanger*) dianggap konstan seperti pada proses PFD seperti pada **Tabel 3.4**.
2. Jumlah dari komposisi MCR adalah satu.

$$\sum x = x_1 + x_2 + x_3 + x_4 = 1 \quad (4.1)$$

3. Tekanan keluaran dari *mixer stream* diambil dari tekanan yang paling kecil dari masukannya.
4. Batas minimum dan maksimum dari variabel adalah $\pm 20\%$ dari data PDF.
5. Rasio kompresor diambil dari *equipment* kompresor yang ada di pasar [11].

$$1,5 \leq \frac{P_{out}}{P_{in}} \leq 4 \quad (4.2)$$

6. Nilai UA pada *heat exchanger* serta kapasitas panas pada setiap *stream* dianggap konstan dan didapat dari model pada HYSYS seperti pada **Tabel 3.4**.
7. Suhu propana dan MCR setelah dari kondenser adalah 293,63 °K, 305,55 °K.
8. Suhu luaran dari MCHE pada setiap *bundle* dibuat sama [11].

$$\begin{aligned} T_{LNG1}^{out1} &= T_{LNG1}^{out2} = T_{LNG1}^{out3} \\ T_{LNG2}^{out1} &= T_{LNG2}^{out2} \end{aligned} \quad (4.3)$$

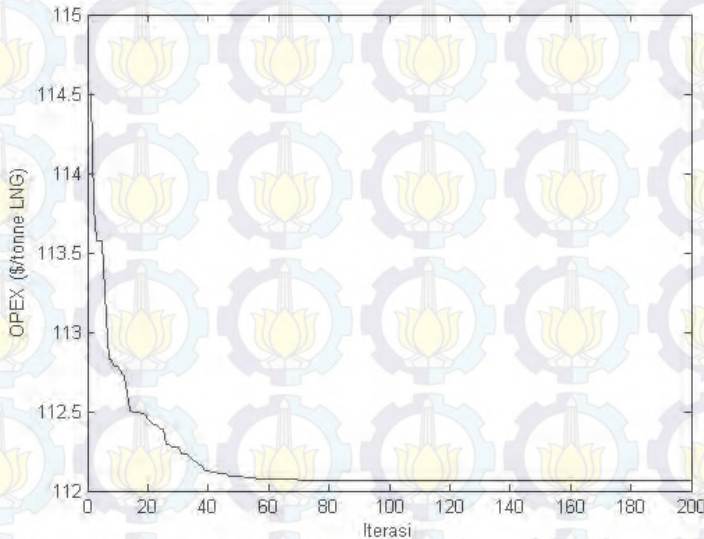
4.2 Optimasi Plant

Hasil dari simulasi model *plant* yang sudah diberikan batasan-batasan, kemudian dioptimasi dengan menggunakan GA. Optimasi GA dilakukan untuk menentukan nilai kondisi operasi proses yang menghasilkan biaya operasi yang minimal dengan

fungsi objektif seperti pada Persamaan (2.8). Nilai parameter GA yang digunakan ditunjukkan pada **Tabel 3.2**

4.3 Hasil Optimasi

Hasil optimasi dengan menggunakan GA dapat dilihat pada **Tabel 4.6**. Hasil perhitungan fungsi objektif pada optimasi ini dapat dilihat pada **Gambar 4.1** yang menunjukkan bahwa mulai iterasi ke 0 sampai ke 200, nilai OPEX semakin menurun dan stabil mulai dari iterasi ke 80.



Gambar 4.1 Hasil Perhitungan Nilai OPEX

Tabel 4.6 Hasil Optimasi

Variabel	Unit	<i>Base Design</i>	Hasil
<i>Precooling Propane</i>			
<i>Flow rate</i>	kg/s	407.014	325.452
<i>Pressure</i>	kPa	1421.965	1599.804
<i>Subcooling MCR</i>			
<i>Flow rate</i>	kg/s	210.748	168.516
<i>Pressure</i>	kPa	5387.775	5499.707
Komposisi			
<i>Methane</i>	mol%	0.452	0.304
<i>Ethane</i>	mol%	0.412	0.456
<i>Propane</i>	mol%	0.101	0.192
<i>Nitrogen</i>	mol%	0.036	0.048
MCHE			
Temperatur luaran LNG100	°K	145.750	146.811
Temperatur luaran LNG101	°K	127.150	122.199
Konsumsi Energi			
<i>Total Shaft Work</i>	MW	160.150	89.212
<i>Specific Power</i>	MJ/tonne LNG	1493.947	832.207
<i>Total Cooling Duty</i>	MW	127.581	72.293
<i>Cooling Duty per Unit Proses LNG</i>	MJ/tonne LNG	1190.127	674.3807
Efisiensi Exergy	%	7.135	14.100
Nilai OPEX	\$/tonne LNG	119.826	112.347

4.4 Pembahasan

Dengan menggunakan GA, proses liquefaction yang merupakan fungsi *non linear* dapat dioptimasi dengan baik dengan meminimalkan nilai OPEX sebagai fungsi objektif. Proses *liquefaction* dimodelkan dengan menggunakan persamaan kesetimbangan energi seperti ditunjukkan pada Persamaan (2.1) sebagai fungsi temperatur dan *pressure* dengan *error* temperatur luaran pada setiap komponen yang kurang dari 10% seperti ditunjukkan pada **Tabel 4.1** sampai **Tabel 4.5**. Setelah dioptimasi, nilai OPEX akan semakin menurun dari iterasi ke 0 sampai iterasi ke 80 seperti ditunjukkan pada **Gambar 4.1**. Hal ini dikarenakan terjadi penurunan nilai *shaft work* antara desain sebelum dioptimasi dan setelah dioptimasi sebesar 44,29% menjadi 89,212 MW. Untuk *cooling duty* dari *cooler* juga mengalami penurunan sampai 43,36 %. Hal ini terjadi karena terjadi penurunan nilai *flow rate* kondisi operasi untuk *propane* dan *mixed component refrigerant* (MCR) antara desain awal dan hasil optimasi. Namun terjadi peningkatan *pressure* pada hasil optimasi sehingga menyebabkan nilai *vapor fraction* dari propane pada separator mendai 0 dan pendinginan MCR semakin optimal. Penurunan *total shaft work* dan *cooling duty cooler* menyebabkan menurunnya nilai OPEX proses dari 119,826 \$/ton LNG menjadi 122,347 \$/ton LNG. Serta terjadi peningkatan efisiensi *exergy* dari 7,13% menjadi 14,10% dengan temperatur output LNG sebesar 122.199 °C dengan kondisi operasi tekanan dan *mass flow propane refrigerant* sebesar 1599.804 kPa dan 325.452 kg/s serta tekanan dan *mass flow MCR refrigerant* sebesar 5499.707 kPa dan 168.516 kg/s.



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari penelitian ini, dapat disimpulkan bahwa biaya operasi dari proses *liquefaction* dapat diturunkan hingga 6,24% menjadi 112,347 \$/tonne LNG dengan mengubah kondisi operasi tekanan dan *mass flow* propana refrigerant sebesar 1599.804 kPa dan 325.452 kg/s serta tekanan dan *mass flow* MCR refrigerant sebesar 5499.707 kPa dan 168.516 kg/s. Serta dengan mengubah komposisi MCR dengan presentase *methane* 30,4%, *ethane* 45,6%, *propane* 19,2%, *nitrogen* 4,8%.

5.2 Saran

Saran yang dapat diberikan pada penelitian selanjutnya adalah melakukan optimasi kondisi operasi proses *liquefaction* LNG dengan menggunakan teknologi yang lain, serta pembuatan *plant wide control* untuk menjaga kestabilan proses dan kualitas produk.



DAFTAR PUSTAKA

- [1] B. Petroleum, "BP energy outlook 2035," *BP stats, Jan*, 2014.
- [2] B. Pengkajian and P. Teknologi, "Outlook Energi Indonesia 2014," ed, 2014.
- [3] M. Barclay and N. Denton, "Selecting offshore LNG processes," *LNG journal*, vol. 10, pp. 34-36, 2005.
- [4] X. Xu, J. Liu, C. Jiang, and L. Cao, "The correlation between mixed refrigerant composition and ambient conditions in the PRICO LNG process," *Applied Energy*, vol. 102, pp. 1127-1136, 2013.
- [5] A. Aspelund, T. Gundersen, J. Myklebust, M. Nowak, and A. Tomasgard, "An optimization-simulation model for a simple LNG process," *Computers & Chemical Engineering*, vol. 34, pp. 1606-1617, 2010.
- [6] M. S. Khan, S. Lee, and M. Lee, "Optimization of single mixed refrigerant natural gas liquefaction plant with nonlinear programming," *Asia - Pacific Journal of Chemical Engineering*, vol. 7, pp. S62-S70, 2012.
- [7] C. Remelje and A. Hoadley, "An exergy analysis of small-scale liquefied natural gas (LNG) liquefaction processes," *Energy*, vol. 31, pp. 2005-2019, 2006.
- [8] M. M. H. Shirazi and D. Mowla, "Energy optimization for liquefaction process of natural gas in peak shaving plant," *Energy*, vol. 35, pp. 2878-2885, 2010.
- [9] F. D. Nogal, J.-K. Kim, S. Perry, and R. Smith, "Optimal design of mixed refrigerant cycles," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 47, pp. 8724-8740, 2008.
- [10] P. Hatcher, R. Khalilpour, and A. Abbas, "Optimisation of LNG mixed-refrigerant processes considering operation and design objectives," *Computers & Chemical Engineering*, vol. 41, pp. 123-133, 2012.
- [11] M. Wang, R. Khalilpour, and A. Abbas, "Operation optimization of propane precooled mixed refrigerant

- processes," *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 15, pp. 93-105, 2013.
- [12] A. Alabdulkarem, A. Mortazavi, Y. Hwang, R. Radermacher, and P. Rogers, "Optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant," *Applied Thermal Engineering*, vol. 31, pp. 1091-1098, 2011.
- [13] N. G. L. Badak. (2011, 5 April). *LNG Process Diagram*. Available: http://www.badaklng.co.id/lng_process.html
- [14] M. J. Moran, H. N. Shapiro, D. D. Boettner, and M. B. Bailey, *Fundamentals of engineering thermodynamics*: John Wiley & Sons, 2010.
- [15] S. Mokhtab, J. Y. Mak, J. V. Valappil, and D. A. Wood, *Handbook of liquefied natural gas*: Gulf Professional Publishing, 2013.
- [16] Y. Zhu, Z. Hu, Y. Zhou, L. Jiang, and L. Yu, "Applicability of entropy, entransy and exergy analyses to the optimization of the Organic Rankine Cycle," *Energy Conversion and Management*, vol. 88, pp. 267-276, 2014.
- [17] Y. A. Cengel, M. A. Boles, and M. Kanoğlu, *Thermodynamics: an engineering approach* vol. 5: McGraw-Hill New York, 2002.
- [18] B. Ghorbani, G. Salehi, M. Amidpour, and M. Hamed, "Exergy and exergoeconomic evaluation of gas separation process," *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 9, pp. 86-93, 2012.
- [19] D. Marmolejo-Correa and T. Gundersen, "A comparison of exergy efficiency definitions with focus on low temperature processes," *Energy*, vol. 44, pp. 477-489, 2012.
- [20] R. C. Bailie, W. B. Whiting, and J. A. Shaeiwit, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*: Prentice Hall, 2009.
- [21] D.-Y. Peng and D. B. Robinson, "A new two-constant equation of state," *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, vol. 15, pp. 59-64, 1976.

- [22] Z. Nasri and H. Binous, "Applications of the Peng-Robinson Equation of State using MATLAB," *Chemical Engineering Education*, vol. 43, pp. 115-124, 2009.
- [23] M. Abbott, J. Smith, and H. Van Ness, *Introduction to chemical engineering thermodynamics*: McGraw-Hill, 2001.
- [24] T. L. Bergman, F. P. Incropera, and A. S. Lavine, *Fundamentals of heat and mass transfer*: John Wiley & Sons, 2011.
- [25] K. Thulukkanam, *Heat exchanger design handbook*: CRC Press, 2013.
- [26] S. Sivanandam and S. Deepa, *Introduction to genetic algorithms*: Springer Science & Business Media, 2007.



Halaman ini sengaja dikosongkan

LAMPIRAN

Tabel 1 Data PFD C3MR

Stream	Vapor Fraction	T (K)	P (kg/ms2)	m (kg/s)	Cp (J/kg K)	Cv (J/kg K)	Compositions						
							Methane	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	Nitrogen	H2O
1	1.000	350.726	1421964.547	407.014	2112.218	1750.740	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
3	0.000	293.630	1314091.374	407.014	2758.220	1741.896	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
4	0.000	293.630	1314091.374	19.944	2758.220	1741.896	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
5	0.000	293.630	1314091.374	364.277	2758.220	1741.896	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
6	0.000	293.630	1314091.374	22.793	2758.220	1741.896	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
9	0.115	290.012	768841.521	407.014	2624.627	2575.758	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12	0.000	290.012	768841.521	128.400	2729.321	2540.775	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	0.000	290.012	768841.521	231.971	2729.321	2540.775	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	0.174	266.742	387362.756	128.400	2324.348	2275.934	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	0.178	266.742	387362.756	231.971	2321.417	2272.108	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	0.000	266.742	387362.756	49.424	2469.013	2280.466	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	0.000	266.742	387362.756	32.454	2469.013	2280.466	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	0.000	266.742	387362.756	24.182	2469.013	2280.466	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	0.196	235.401	122583.151	106.059	2063.204	2020.580	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	0.000	266.742	387362.756	190.791	2469.015	2280.469	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	1.000	243.878	106990.574	190.791	1482.632	1274.632	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	1.000	240.615	106990.574	296.851	1469.035	1260.376	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	1.000	288.945	365886.188	360.371	1714.015	1474.466	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	1.000	321.440	735596.970	360.371	1897.266	1618.562	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	1.000	290.050	5126917.691	210.748	2977.687	1564.126	0.4516	0.4116	0.1009	0.0000	0.0000	0.0359	0.0000
38	0.655	266.750	5054348.466	210.748	3433.249	2257.791	0.4516	0.4116	0.1009	0.0000	0.0000	0.0359	0.0000
39	0.183	236.850	5049445.140	210.748	3486.397	2857.612	0.4516	0.4116	0.1009	0.0000	0.0000	0.0359	0.0000
40	1.000	236.850	5049445.140	31.120	3154.453	1449.456	0.7022	0.1835	0.0159	0.0000	0.0000	0.0984	0.0000
41	0.000	236.850	5049445.140	179.628	3543.905	3226.076	0.3955	0.4627	0.1199	0.0000	0.0000	0.0219	0.0000
49	1.000	230.307	344213.487	210.748	1699.614	1321.665	0.4516	0.4116	0.1009	0.0000	0.0000	0.0359	0.0000
51	1.000	305.850	1514147.076	210.748	2015.431	1565.656	0.4516	0.4116	0.1009	0.0000	0.0000	0.0359	0.0000

Stream	Vapor Fraction	T (K)	P (kg/ms ²)	m (kg/s)	Cp (J/kg K)	Cv (J/kg K)	Compositions						
							Methane	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	Nitrogen	H2O
53	1.000	237.810	4216860.381	107.199	2859.971	1597.182	0.9117	0.0551	0.0272	0.0029	0.0021	0.0009	0.0000
55	0.000	127.150	3182258.590	107.199	3210.099	1821.704	0.9117	0.0551	0.0272	0.0029	0.0021	0.0009	0.0000
56	1.000	310.950	4619913.780	129.968	2492.169	1740.914	0.8824	0.0551	0.0366	0.0075	0.0085	0.0009	0.0017
58	1.000	294.240	4383573.466	119.489	2492.562	1696.052	0.8857	0.0551	0.0364	0.0074	0.0083	0.0009	0.0000
60	1.000	267.630	3089095.395	3.755	2615.301	1476.365	0.3424	0.6304	0.0272	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	0.000	320.370	551133.845	4.057	2619.155	2475.604	0.0000	0.0000	0.0196	0.4127	0.5627	0.0000	0.0000
64	0.000	327.240	4443394.043	2.561	3144.983	2083.133	0.0000	0.0020	0.9950	0.0029	0.0001	0.0000	0.0000
66	1.000	338.239	4216860.381	122.592	2467.602	1814.779	0.8789	0.0593	0.0440	0.0079	0.0076	0.0009	0.0000

BIODATA PENULIS



Anton Widodo merupakan nama lengkap penulis dengan nama panggilannya, Anton. Penulis dilahirkan di Kabupaten Tulungagung, Jawa Timur pada tanggal 31 Agustus 1992 sebagai anak pertama dari pasangan Jarwo dan Soimiyah. Riwayat pendidikan penulis adalah SD Negeri Beji III Tulungagung tahun (1998 – 2004), MTs Negeri I Tulungagung tahun (2004 – 2007), MA Negeri II Tulungagung tahun (2007 – 2011).

Penulis diterima sebagai mahasiswa S1 Teknik Fisika ITS pada tahun 2011, kemudian fokus pada bidang minat rekayasa instrumentasi dan kontrol untuk menyelesaikan tugas akhirnya. Penulis dapat dihubungi melalui email : antonwidodo24@gmail.com.